

PATENT ABSTRACTS OF JAPAN

(11)Publication number : 2000-248286

(43)Date of publication of application : 12.09.2000

(51)Int.Cl.

C10K 1/34

B01D 53/14

// C10B 57/18

(21)Application number : 11-054741

(71)Applicant : JGC CORP

(22)Date of filing : 02.03.1999

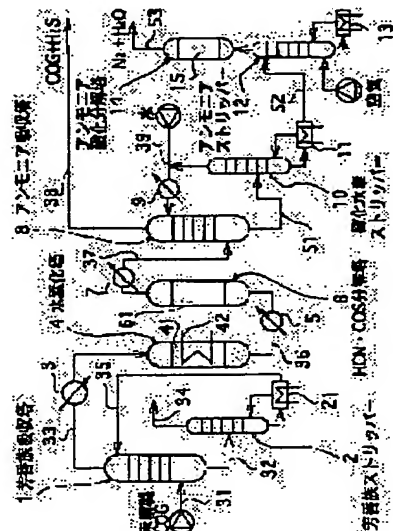
(72)Inventor : MATSUMOTO HIDEYUKI
SASAKI TAKASHI
SHIBATA SETSUO
ISHIGAKI SHINYA

(54) PURIFICATION PROCESS FOR COKE OVEN GAS

(57)Abstract:

PROBLEM TO BE SOLVED: To provide a method for purifying a coke oven gas capable of removing H₂S, COS, 2-4C unsaturated hydrocarbons and O₂ among impurities contained in a coke oven gas by plural steps and efficiently and simply removing the impurities so as to remove impurities having an undesirable influence on a step at the downstream side by a step at the upstream side.

SOLUTION: Oxygen and 2-4C unsaturated hydrocarbons are hydrogenated into H₂O and corresponding saturated hydrocarbons by a first step, HCN and COS are decomposed in the presence of steam and H₂ by a second step, NH₃ is absorbed in water, stripped, mixed with air and subjected to oxidative decomposition into N₂ and H₂O by a third step, biological sulfur is recovered from H₂S by an aerobic bacterium or scavenged by an alkanolamine and sulfuric acid, and gypsum and elemental sulfur are recovered from released H₂S as an S source.



LEGAL STATUS

[Date of request for examination]

[Date of sending the examiner's decision of rejection]

[Kind of final disposal of application other than the examiner's decision of rejection or application converted registration]

[Date of final disposal for application]

[Patent number]

[Date of registration]

[Number of appeal against examiner's decision of rejection]

[Date of requesting appeal against examiner's decision of rejection]

[Date of extinction of right]

Copyright (C); 1998,2003 Japan Patent Office

BEST AVAILABLE COPY

(19) 日本国特許庁 (J P)

(12) 公開特許公報 (A)

(11) 特許出願公開番号

特開2000-248286

(P2000-248286A)

(43) 公開日 平成12年9月12日 (2000. 9. 12)

(51) Int.Cl.⁷

識別記号

F I

特許庁 (参考)

C 1 0 K 1/34

C 1 0 K 1/34

4 D 0 2 0

B 0 1 D 53/14

B 0 1 D 53/14

C 4 H 0 6 0

// C 1 0 B 57/18

C 1 0 B 57/18

審査請求 未請求 請求項の数 5 O L (全 11 頁)

(21) 出願番号 特願平11-54741

(22) 出願日 平成11年3月2日 (1999. 3. 2)

(71) 出願人 000004411

日揮株式会社

東京都千代田区大手町2丁目2番1号

(72) 発明者 松本 英之

神奈川県横浜市西区みなとみらい2-3-

1 日揮株式会社内

(72) 発明者 佐々木 孝

神奈川県横浜市西区みなとみらい2-3-

1 日揮株式会社内

(74) 代理人 100072350

弁理士 飯阪 泰雄

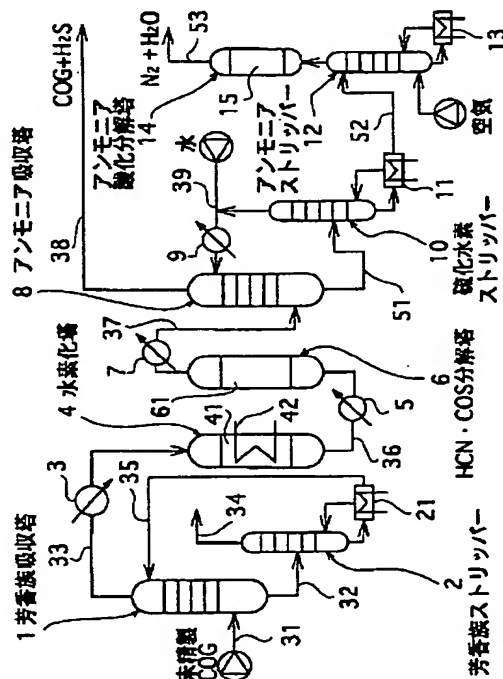
最終頁に続く

(54) 【発明の名称】 コークス炉ガスの精製プロセス

(57) 【要約】

【課題】 コークス炉ガスに含まれる不純物のうち、 H_2S 、 COS 、 $C_2 \sim C_4$ の不飽和炭化水素、および O_2 の除去を複数のステップで行い、下流側のステップで悪影響を与える不純物は上流側のステップで除去するようにして不純物の除去を効率的にかつ簡易に行い得るコークス炉ガスの精製方法を提供すること。

【解決手段】 第1ステップで O_2 と $C_2 \sim C_4$ の不飽和炭化水素とを水素化して H_2O と対応する飽和炭化水素に転化し、第2ステップで HCN と COS を水蒸気および H_2 の存在下に分解し、第3ステップで NH_3 を水に吸収させた後、ストリッピングし空気を混合して N_2 と H_2O に酸化分解し、第4ステップで好気性バクテリアによって H_2S からバイオロジカル硫黄を回収するか、またはアルカノールアミンで捕捉し放出される H_2S を S 源として硫酸、石膏、単体硫黄を回収する。



【特許請求の範囲】

【請求項1】 少なくとも、タール、ダスト等の重質分が除去され、なお不純物として硫化水素 (H_2S)、硫化カルボニル (COS)、アンモニア (NH_3)、シアン化水素 (HCN)、炭素数2から4までの不飽和炭化水素、酸素 (O_2) を含むコークス炉ガスの精製プロセスにおいて、

第1ステップで、 O_2 と炭素数2から4までの不飽和炭化水素とを水素化して水 (H_2O) と炭素数2から4までの飽和炭化水素とに転化し、

第2ステップで、水蒸気およびコークス炉ガスに含まれる水素 (H_2) の存在下に HCN を加水分解および／または水素化によって NH_3 と一酸化炭素 (CO) および／または NH_3 とメタン (CH_4) に転化すると共に、 COS を加水分解によって H_2S と二酸化炭素 (CO_2) とに転化し、

第3ステップでは、 NH_3 の除去および H_2S の除去のうち、続く第4ステップで NH_3 の存在が支障になる場合には、 NH_3 の除去を選択し、同じく第4ステップで H_2S の存在が支障になる場合には、 H_2S の除去を選択し、

第4ステップでは、第3ステップにおいて NH_3 の除去を選択した場合には、 H_2S を除去し、第3ステップにおいて H_2S の除去を選択した場合には、 NH_3 を除去することを特徴とするコークス炉ガスの精製プロセス。

【請求項2】 前記第1ステップにおける水素化の触媒として、パラジウム (Pd) を含む触媒および／またはニッケル (Ni)、コバルト (Co)、モリブデン (Mo) のうちの少なくとも何れか一種を含む触媒を使用する請求項1に記載のコークス炉ガスの精製プロセス。

【請求項3】 前記第2ステップにおける HCN および COS を分解させる触媒として、アルミナ (Al_2O_3) とⅥ族金属とバリウム (Ba) を含む触媒、およびアルカリ金属と酸化クロム (Cr_2O_3) とアルミナを含む触媒のうちの少なくとも何れか一種を使用する請求項1に記載のコークス炉ガスの精製プロセス。

【請求項4】 前記第3ステップまたは前記第4ステップにおける NH_3 の除去が湿式吸収法から構成されており、更に除去した NH_3 を酸素 (O_2) 含有ガスと混合して触媒に接触させ N_2 と H_2O とに転化させる NH_3 の酸化分解である請求項1に記載のコークス炉ガスの精製プロセス。

【請求項5】 前記第3ステップまたは前記第4ステップにおける H_2S の除去が、前記第3ステップと前記第4ステップの何れにも適用可能で、アルカノールアミンによって捕捉され放出される H_2S を硫黄 (S) 源とする硫酸、石膏、または単体硫黄 (液体、固体) の回収、または、前記第3ステップにおける NH_3 の除去後の前記第4ステップに適用される好気性バクテリアによる H_2S からのバイオリジカル硫黄の回収である請求項1に

記載のコークス炉ガスの精製プロセス。

【発明の詳細な説明】

【0001】

【発明の属する技術分野】 本発明はコークス炉ガスの精製プロセスに関するものであり、更に詳しくは、コークス炉ガスに含まれる不純物としての H_2S (硫化水素)、 COS (硫化カルボニル)、 NH_3 (アンモニア)、 HCN (シアン化水素)、炭素数2から4までの不飽和炭化水素、および O_2 (酸素) を簡易に除去し得るコークス炉ガスの精製プロセスに関するものである。

【0002】

【従来の技術】 石炭を乾留してコークスを製造する際に副生するコークス炉ガス (以降、 COG と称する) は都市ガス等の燃料として、また化学工業用の原料として使用されている。 COG の組成は原料石炭の種類や製造条件の違いもあってコークス製造工場ごとに若干異なるが、可燃性ガスとして H_2 (水素)、 CH_4 (メタン) を主体に少量の CO (一酸化炭素)、アセチレン (C_2H_2)、それ以外の $\text{C}_2 \sim \text{C}_4$ の不飽和炭化水素と飽和炭化水素、不燃性ガスとして CO_2 (二酸化炭素)、 N_2 (窒素)、 O_2 (酸素) を含み、更に、石炭粉塵等のダスト、コールタール、水分のほか、ベンゼン等の芳香族炭化水素 (いわゆる BTX 類)、常温で気体の H_2S 、 COS 、 NH_3 、 HCN を不純物として含んでいる。従って通常的には、 $500 \sim 600^\circ\text{C}$ の温度の COG をクーラーで冷却してコールタールと水分を凝縮分離し、バッグフィルターまたは電気集塵器によってダストを捕集し、続いて軽油等で洗浄して BTX を分離した後、 H_2S 、 NH_3 、 HCN やその他の不純物を除去することが行われている。

【0003】 すなわち、化学工業用の原料として、これらの不純物は工程に悪影響を与えることが多いので除去されるべきものであり、また燃料としても、 H_2S や COS をそのまま燃焼させると SO_x (硫酸酸化物) となり、 HCN は NO_x (窒素酸化物) となって大気を汚染し、 NH_3 はそのままでは悪臭を発し大気へ放出できないからである。そのほか、 NH_3 は同じく不純物として含まれる CO_2 と反応して $(\text{NH}_4)_2\text{CO}_3$ (炭酸アンモニウム) 等の固形物を生じ、配管を閉塞させる怖れもある。

【0004】 COG から H_2S 、 NH_3 、 HCN を除去する精製方法として種々の方法が開示されている。例えば、特公昭51-3481号公報および特公昭51-9761号公報は基本的には同様な内容を有するが、特公昭51-9761号公報に開示されている方法は、 HCN 吸収塔で硫黄および／または多硫化物を含む HCN 吸収液を COG と向流気液接触させて主として HCN を吸収させ、塔底から抜き出されるチオシアン化物を含む吸収液は湿式反応塔へ導き、 O_2 を含むガスで酸化して硫酸根を含む水溶液とされる。 HCN 吸収塔の塔頂から取

り出される主として H_2S 、 NH_3 を含む COG は H_2S 吸収塔へ導き、キノン誘導体等の酸化還元触媒を含むアルカリ性の H_2S 吸収液と向流気液接触させて H_2S を吸収させる。 H_2S 吸収塔の塔底から抜き出される H_2S 吸収液は酸化塔へ導かれ、吸収された H_2S は O_2 を含むガスによって酸化されて殆どは硫黄となり、一部はチオ硫酸化物、亜硫酸化物、チオシアン化物まで酸化される。 H_2S 吸収液は H_2S 吸収塔と酸化塔との間を循環されるが、 H_2S 吸収塔の塔底から抜き出される H_2S 吸収液の一部は濾過器を通すことによって S が分離される。 H_2S 吸収液からの採取液および S の一部も湿式反応塔へ導かれ O_2 を含むガスで酸化されて硫酸根へ転化される。 H_2S 吸収塔の塔頂から取り出される NH_3 を含む COG は NH_3 吸収設備に導かれ、供給されてくる硫酸根を含む溶液と接触され肥料の硫安（硫酸アンモニウム、 $(NH_4)_2SO_4$ ）とされている。

【0005】また、特公昭 52-10443 号公報および特公昭 52-10445 号公報は基本的には共通の内容を有するが、特公昭 52-10445 号公報には、多段吸収塔において COG と吸収液である稀 NH_3 水とを向流気液接触させ、稀 NH_3 水に H_2S 、 HCN 、 NH_3 等を吸収させて、塔頂から実質的に H_2S 、 HCN 、 NH_3 を含まない COG を取り出す工程と、多段吸収塔の塔底から抜き出される H_2S 、 HCN 、 NH_3 等を含んだ吸収液を放散塔の頂部と中段部に導入し（頂部へは 40。C 以下、導入重量比は中段部への導入重量 1 に対して 0.05~0.1）加熱して、放散塔の塔頂から HCN および NH_3 を実質的に含まない H_2S を取り出し、塔底からは HCN を含む NH_3 水を抜き出して分解反応器へ導入し、 HCN を加水分解させるか、水素の存在下に還元分解させるか、または酸素の存在下に酸化して無害化する工程とからなる方法が開示されている。

【0006】そのほか、特開平 10-60449 号公報には、第 1 気液接触塔で COG を吸収液と向流気液接触させて H_2S 、 HCN 、 NH_3 等を吸収させると共に、塔底の吸収液は酸化槽へ抜き出し、含まれている硫化水素アンモニウム（ NH_4HS ）とシアン化アンモニウム（ NH_4CN ）を空気によって酸化させてチオ硫酸アンモニウム（ $(NH_4)_2S_2O_3$ ）、硫酸アンモニウム（ $(NH_4)_2SO_4$ ）、ロダンアンモニウム（ NH_4SCN ）とし、吸収能力の回復した吸収液は第 1 気液接触塔へ戻して循環使用すると共に、第 1 気液接触塔から取り出される H_2S 、 HCN の除去され、 NH_3 の約半量が残る COG は第 2 気液接触塔へ導入して吸収液である水と向流接触させて NH_3 を吸収させ、第 2 気液接触塔の塔頂からは不純物を除いた COG が取り出され、塔底から取り出される吸収液は水蒸気蒸留塔へ導いて NH_3 等を分離し、水蒸気蒸留塔の塔底の吸収液は第 2 気液接触塔へ戻して循環使用する方法が開示されている。

【0007】

【発明が解決しようとする課題】上記の特公昭 51-9761 号公報による方法は、最終的に得られるものが S と $(NH_4)_2SO_4$ とに限定されるほか、 S はチオ硫酸化物、亜硫酸化物、チオシアン化物を含む吸収液から濾過器によって得ているので、高純度 S とするには更に作業が必要である。更に、この方法は COG に含まれる不純物の量が相互に関連して成り立っているため、COG の組成変動に対して順応性に劣る。また、特公昭 52-10445 号公報による方法は、当該明細書にも記載されているように、放散塔の頂部へ導入される吸収液の温度や液量が所定の範囲を逸脱すると、放散塔の塔頂から取り出される H_2S に HCN や NH_3 が混入するようになり、これをクラス反応による硫黄の回収に使用すると、副生する $(NH_4)_2SO_4$ 等が触媒床を閉塞させる等のトラブルを招く。また更には、特開平 10-60449 号公報による方法は、吸収した H_2S 、 NH_3 、 HCN から生成する NH_4HS と NH_4CN を空気で酸化して $(NH_4)_2S_2O_3$ 、 $(NH_4)_2SO_4$ 、 NH_4SCN の混合物として固定し、その一部を定期的に系外へ排出して燃焼させており、 H_2S を S 源として有価物を回収するようなプロセスではない。また、空気酸化の工程は NH_4HS 、 NH_4CN 、生成する NH_4OH の相対的な量バランスの上に成立しており、バランスが崩れると空気酸化は必ずしも設定通りに進行しない。なお、COS はそのままでは除去が困難な不純物であるが、上述した全ての先行技術には、COS の除去に関する記述はない。

【0008】本発明は上述の問題に鑑みてなされ、簡易な反応からなる複数のステップによって、COG に含まれる H_2S 、COS、 NH_3 、 HCN 、炭素数 2 から 4 までの不飽和炭化水素、 O_2 の不純物を確実に除去することができ、かつ下流側のステップで悪影響を与える不純物は上流側のステップであらかじめ除去するようにステップを組み合わせ、各ステップの反応が円滑に進行し、不純物の除去を効率的に行い得ると共に、好ましくは不純物から有価物を回収してコストを低減し得る COG の精製プロセスを提供することを課題とする。

【0009】

【課題を解決するための手段】以上の課題は、請求項 1 の構成によって解決されるが、その解決手段を説明すれば、請求項 1 の COG の精製プロセスは、少なくとも、タール、ダスト等が除去され、なお不純物として存在する H_2S 、COS、 NH_3 、炭素数 2 から 4 までの不飽和炭化水素、 O_2 について、第 1 ステップで、 O_2 と炭素数 2 から 4 までの不飽和炭化水素とを水素化して H_2O と炭素数 2 から 4 までの飽和炭化水素とに転化し、第 2 ステップで、水蒸気およびコークス炉ガスに含まれる H_2 の存在下に HCN を加水分解および／または水素化によって NH_3 と CO および／または NH_3 と CH_4 に転化すると共に、COS を加水分解によって H_2S と C

O₂ とに転化し、第3ステップでは、NH₃ の除去およびH₂ Sの除去のうち、続く第4ステップでNH₃ の存在が支障になる場合には、NH₃ の除去を選択し、同じく第4ステップでH₂ Sの存在が支障になる場合には、H₂ Sの除去を選択し、第4ステップでは、第3ステップにおいてNH₃ の除去を選択した場合にはH₂ Sの除去を行い、第3ステップにおいてH₂ Sの除去を選択した場合にはNH₃ の除去を行うプロセスである。第1ステップでO₂ をH₂ Oに転化させるのは、第2ステップにおいてO₂ が存在することによりH₂ Sを発生源とするSが触媒上に析出して反応を阻害することを防ぎ、炭素数2から4までの不飽和炭化水素の不飽和結合を水素で飽和させるのは不飽和炭化水素の樹脂状重合物が触媒上に析出して反応を阻害すること防ぐためである。また第2ステップは、水蒸気およびH₂ の存在下にHCNおよびCOSを分解して除去の容易な化合物に転化させることを可能にする。また第3ステップはNH₃ を除去するか、またはH₂ Sを除去する。すなわち、第4ステップでNH₃ の存在がH₂ Sの除去に支障となる場合には、第3ステップでNH₃ を除去した後、第4ステップでH₂ Sを除去し、第4ステップでH₂ Sの存在がNH₃ の除去に支障となる場合には、第3ステップでH₂ Sを除去した後、第4ステップでNH₃ を除去する。このようなCOGの精製プロセスは、下流側のステップで悪影響を与える不純物を上流側であらかじめ除去するような順に各ステップが組み合わされており、かつ各ステップにおいて不純物を簡易な反応で確実に除去し、COGの精製を効果的かつ経済的に進行させる。

【0010】請求項1に従属する請求項2のCOGの精製プロセスは、第1ステップの水素化の触媒としてPdを含む触媒および/またはNi、Co、Moのうちの少なくとも何れか一種を含む触媒を使用するプロセスである。このようなCOGの精製プロセスは、O₂ をH₂ Oに転化させる反応、炭素数2から4までの不飽和炭化水素の不飽和結合をH₂ で飽和させる反応を効果的に進行させる。請求項1に従属する請求項3のCOGの精製プロセスは、第2ステップのHCNおよびCOSを分解させる触媒として、Al₂O₃とVI族金属とBaとを含む触媒、およびアルカリ金属とCr₂O₃とAl₂O₃とを含む触媒のうちの少なくとも何れか一種を使用するプロセスである。このようなCOGの精製プロセスは、簡易な反応によってHCNおよびCOSを確実に分解し得る。請求項1に従属する請求項4のCOGの精製プロセスは、第3ステップまたは第4ステップにおけるNH₃の除去が湿式吸収法から構成されており、更に除去したNH₃をO₂含有ガスと混合して触媒に接触させN₂とH₂Oとに酸化分解させるプロセスである。このようなCOGの精製プロセスは、処理ガスを悪臭の怖れなく大気中へ排出し得ると共に、NH₃の酸化分解時の発熱を有効利用し得る。請求項1に従属する請求項5のCO

Gの精製プロセスは、第3ステップまたは第4ステップにおけるH₂ Sの除去が、第3ステップと第4ステップの何れにも適用可能で、アルコールアミンによって捕捉され放出されるH₂ SをS源として硫酸、石膏、または単体硫黄を回収するか、または第3ステップでNH₃を除去した後の第4ステップにのみ適用可能で、好気性バクテリアによってH₂ Sからバイオロジカル硫黄を回収するプロセスである。このようなCOGの精製プロセスは、精製されたCOGのコストを一層低減させる。

【0011】

【発明の実施の形態】本発明のCOGの精製プロセスは、上述したように、少なくとも、タール、ダスト等が除去され、なお不純物として存在するH₂ S、COS、NH₃、炭素数2から4までの不飽和炭化水素、O₂について、第1ステップでO₂と炭素数2から4までの不飽和炭化水素とを水素化してH₂Oと炭素数2から4までの飽和炭化水素に転化し、第2ステップで水蒸気およびコークス炉ガスに含まれるH₂の存在下にHCNを加水分解および/または水素化によってNH₃とCOおよび/またはNH₃とCH₄に転化すると共に、COSを加水分解によってH₂SとCO₂とに転化し、第3ステップでは、NH₃の除去およびH₂Sの除去のうち、続く第4ステップでNH₃の存在が支障となる場合にはNH₃の除去を選択し、同じく第4ステップでH₂Sの存在が支障となる場合にはH₂Sの除去を選択し、第4ステップでは、第3ステップにおいてNH₃の除去を選択した場合にはH₂Sを除去し、第3ステップにおいてH₂Sの除去を選択した場合にはNH₃を除去するプロセスである。

【0012】本発明のCOGの精製プロセスの要点は、各ステップが上記の順に行われことにあり、各ステップにおける不純物の除去プロセスは上述の条件を満たす限りにおいて特に限定されず、一般的に採用されているプロセスをそのまま採用し得る。例えば、第1ステップにおけるO₂と炭素数2から4までの不飽和炭化水素との水素化反応には触媒が使用されるが、特開昭59-23009号公報および特公平2-29711号公報に記載のCOGを2工程で精製する方法に採用されている白金族金属を含む触媒および/またはニッケル(Ni)、コバルト(Co)、モリブデン(Mo)のうちの少なくとも何れか一種を含む触媒を使用してもよい。なかでも、本願出願人の出願による特公昭58-12318号公報に開示されている方法、すなわち、常圧〜50kg/cm²G、温度100〜500℃の条件下にNiを含む触媒、Coを含む触媒、Niを含む触媒等の水添脱硫触媒と接触させて水添する方法、更には、特公平3-49960号公報に開示されている方法、すなわち、Pdを含む触媒によって不飽和炭化水素およびO₂を水添する方法が効果的に採用され得る。勿論、Pdを含む触媒と上述の水添脱硫触媒とを前後の二段に配して併用してもよ

い。

【0013】また、第2ステップにおけるHCNおよびCOSの分解方法も限定されないが、例えば、本願出願人の出願による特願平10-205822号に示した方法、すなわち、HCNおよび/またはCOSを含有する混合ガスを、混合ガスと水蒸気との比が $0.05 \leq \text{水} / \text{混合ガス} \leq 0.3$ の範囲内にある水蒸気の存在下に、粒径が1mm以上で4.5mm以下のアルカリ金属と Cr_2O_3 と Al_2O_3 とを含む触媒に、 150°C 以上で 250°C 以下の温度において、 2000h^{-1} 以上の空塔速度で接触させることによって、また、特願平10-236387号に示した方法、すなわち、HCNおよび/またはCOSを含有する混合ガスを、水蒸気の存在下に Al_2O_3 とVI族金属とBaとを含む触媒に接触させることによって、HCNおよび/またはCOSを加水分解させてもよく、この場合には加水分解以外にHCNの水素化による分解も生じ極めて効果的な分解が可能となる。なお、COSをそのままの形で除去して脱硫することは通常やや困難であるが、このステップでCOSが H_2S に転化され脱硫が容易化されることは本発明のプロセスの大きい利点である。

【0014】更には、第3ステップまたは第4ステップでの NH_3 の除去には通常に行われている方法を採用することができる。例えば、古くから行われているように、 NH_3 を硫酸に吸収させ濃縮して肥料の硫酸として回収するか、または水に吸収させ蒸留して液体アンモニアを回収するようにしてもよい。また、特開昭54-163902号公報に記載されているように、 NH_3 含有溶液から分離した NH_3 含有ガスをPt(白金)、Fe(鉄)、Mn(マンガン)、またはRu(ルテニウム)を含有する触媒を充填した反応器の内部で O_2 を含むガスと接触させて NH_3 を酸化分解してもよく、更にまた、代表的には特公昭59-29317号公報に開示されているように、所定の触媒を充填した反応塔内で NH_3 含有水溶液を液体のまま O_2 を含むガスと接触させる湿式酸化分解によって NH_3 を分解してもよい。なかでも本願出願人の出願による特願平9-241554号公報に示した気相触媒酸化反応による NH_3 の分解方法は NH_3 含有蒸気を加圧し触媒を充填した気相反応器を通してさせることによって蒸気の凝縮熱の回収を行うので、熱エネルギーの投入量が低減される点で好ましい。酸化分解によって窒素酸化物(NO_x)が副生する場合には、酸化分解反応器の後に引き続いて五酸化バナジウム(V_2O_5)と酸化チタン(TiO_2)を含む触媒を充填した反応器を配することによって、 NH_3 を完全に N_2 と水に分解することができる。

【0015】また更には、第3ステップまたは第4ステップにおいて NH_3 の除去と順序を交換して行われる H_2S の除去には、例えば、酸化鉄充填層を通過させて H_2S と酸化鉄(Fe_2O_3)とを反応させ硫化鉄として

除去してもよく、 Fe_2O_3 に代えて酸化亜鉛(ZnO)、酸化銅(CuO)も使用し得る。また、上述した特開平10-60449号公報におけるように、 NH_3 が溶解された吸収液に H_2S を吸収させ、これを酸化して $(\text{NH}_4)_2\text{S}_2\text{O}_3$ 、 $(\text{NH}_4)_2\text{SO}_4$ 、 NH_4SCN の混合物として除去することも可能である。しかし、 H_2S をS源として有価物、例えば固体硫黄、硫酸(H_2SO_4)、石膏(CaSO_4)等として回収することが好ましく、それによってCOGのコストを低減させることができる。

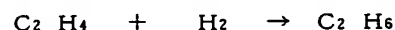
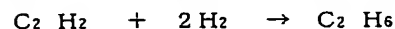
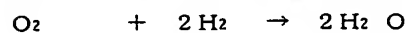
【0016】なお、 H_2S の除去の前に NH_3 の除去を行い、除去した NH_3 を燃焼する方法を採用する場合、少量の同伴される H_2S も同時に燃焼されるようなプロセスでは排出ガス中に SO_x が含まれてくるので、このような場合には第3ステップで H_2S の除去を採用することが望ましい。また、後述するように、 H_2S から好気性バクテリアによってバイオロジカル硫黄を回収する場合には、 NH_3 が好気性バクテリアの活性を損なうので、この場合には第3ステップで選択的に NH_3 の除去を行うことが必要である。

【0017】以下、本発明の実施の形態によるCOGの精製プロセスについて、図面を参照して具体的に説明する。

【0018】図1は実施の形態のCOGの精製プロセスのフローを示す図である。コールタール、ダスト等の重質分が除去され、なおそれら以外の不純物を含むCOGが配管31によって多段の芳香族吸収塔1の底部へ導入され、配管35から頂部へ灌液として導入される軽油と向流気液接触されて、COGに含まれるベンゼン等の芳香族炭化水素(BTX類)が軽油に溶解されることにより、塔頂からはBTX類の除去されたCOGが配管33へ取り出され、塔底からはBTX濃度の高い軽油が取り出され、配管32によって多段の芳香族ストリッパ2の中段部へ導入される。芳香族ストリッパ2はリボイラー21によって加熱されているので、塔頂からは気化し分離されたBTXが排出され配管34を経由して図示しない凝縮器へ送られて液化され回収される。そして、リボイラー21から抜き出されるBTX濃度の低い軽油は配管35と図示しない冷却器を経て芳香族吸収塔1の頂部へ戻される。なお、このBTX類を除去するプロセスはBTX類を回収して有効利用する場合に行われ、COGを燃料として使用し、COGにBTX類が含まれていても特に支障とならない場合には、このBTX類を除去するプロセスは省略される。

【0019】芳香族吸収塔1の塔頂から取り出されるBTX類の除去されたCOGは配管33とその途中の熱交換器3を経て水素化塔4の頂部へ導入され、水素化塔4内に設置され要すれば冷却手段42が付加される触媒床41を通過することにより、本発明の第1ステップとして、不純物の O_2 と炭素数2から4までの不飽和炭化水

素は同伴されるH₂によって水素化されて、H₂Oおよび対応する炭素数の飽和炭化水素に転化されるが、炭素数2から4までの不飽和炭化水素のうち、特にアセチレン(C₂H₂)は弊害が大きいため厳密に除去しておかねばならない。C₂H₂、および上述の不飽和炭化水素の中で量的に多いエチレン(C₂H₄)は水素化されて共にエタン(C₂H₆)に転化される。



水素化された生成物であるH₂Oおよび炭素数2から4までの飽和炭化水素はCOGに伴われて水素化塔より取り出される。O₂を水素化してH₂Oにするのは、上述したように、続くHCNおよびCOSの分解プロセスでO₂が存在すると、伴われてくるH₂Sを発生源としてS(硫黄)が触媒上に析出し反応を阻害するので、これを防ぐためである。また炭素数2から4までの不飽和炭化水素のうち、特に不飽和のC₂H₂を水素化して飽和させるのはC₂H₂の重合した樹脂状物が触媒上に析出することを防ぐためである。

【0020】触媒床41にはPdをアルミナに担持させた触媒が充填され、水素化反応は100~200°Cの温度、常圧~80kg/cm²Gの圧力、1000~20000h⁻¹の空塔速度で行われる。なお、炭素数2から4までの不飽和炭化水素の不飽和結合にH₂Sが付加したようなパラフィン系硫黄化合物(メルカプタン類)ないしは芳香族硫黄化合物(チオフェン類)が不純物として存在するような場合には、触媒床41に例えばNiまたはMoを含む触媒のような水添脱硫触媒を充填するか、触媒床41を上流側と下流側に、すなわち上下の2段に分割して、上流側にはPdを含む触媒、下流側には水添脱硫触媒を充填するようにしてもよい。水添脱硫触媒の場合には100~500°C、好ましくは270~340°Cの温度が採用される。O₂や不飽和炭化水素の濃度が低い場合には、水素化塔4として断熱タイプのもので用いることができる。一方、これらの成分の濃度が高く水素化塔4の触媒床41の温度上昇が大きい場合、水素化塔4の材質に高価なものを要したり、水素化塔4の肉厚を大にして強度を高めることが必要になって経済的ではなくなるので、触媒床41に冷却手段42を設けて温度上昇を抑制することが有効である。

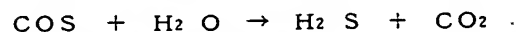
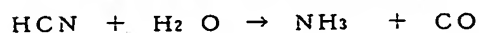
【0021】O₂と炭素数2から4までの不飽和炭化水素が水素化されたCOGは水素化塔4から配管36とその途中の熱交換器5を経てHCN・COS分解塔6へ導入され、同分解塔6内に設置された触媒床61を通過することにより、本発明の第2ステップとして、不純物のHCNとCOSとが以下に示すように分解される。すな



なお、このNH₃の酸化分解は発熱反応であり、排出されるN₂の熱は例えば上記のリボイラー13の加熱用と

わち、HCNは水蒸気の下にNH₃と一酸化炭素

(CO)と加水分解されるほか、COG中に共存するH₂によって水素化されてNH₃とメタン(CH₄)に分解される。また、COSは水蒸気の下にH₂SとCO₂(二酸化炭素)とに加水分解される。



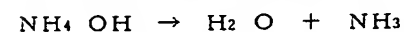
ガス中に水蒸気が不足な場合は、必要に応じて水素化塔4とHCN・CO分解塔6との間で更に水を加える。触媒床61にはAl₂O₃とVI族金属(例えばMoおよび/またはCr(クロム))とBaとを含む触媒が充填され、分解反応は100~250°Cの温度、常圧~80kg/cm²Gの圧力、1000~20000h⁻¹の空塔速度で行われる。上記の触媒以外に、アルカリ金属とCr₂O₃とAl₂O₃とを含む触媒も好適に使用される。

【0022】HCNおよびCOSの分解されたCOGはHCN・COS分解塔6の塔頂から配管37とその途中の熱交換器7を経て多段のアンモニア吸収塔8の底部へ導入される。アンモニア吸収塔8の頂部には配管39とその途中の熱交換器9を経た水が灌液として導入されており、本発明の第3ステップの一つの形態として、COGが水と向流気液接触され、COGに含まれている不純物のNH₃は水に吸収され溶解して水酸化アンモニウム(NH₄OH)となりアンモニア水が生成される。



そして、アンモニア吸収塔8の塔頂からは、NH₃が除去されてH₂Sのみを不純物とするCOGが配管38を経て排出される。アルカリ性のアンモニア水には酸性ガスのH₂Sが溶解するので塔底から取り出され、配管51を経て多段の硫化水素ストリッパー10の中段部へ導入される。硫化水素ストリッパー10はリボイラー11によって加熱されており、溶解しているH₂Sはストリップされて塔頂から排出され、アンモニア吸収塔8への配管39の水の中へ溶け込ませるようになっている。

【0023】また、リボイラー11から抜き出されるアンモニア水は配管52を経てアンモニーストリッパー12の頂部へ導入されると共に、酸化用の空気が底部へ導入され、塔底液はリボイラー13で加熱されることにより、下式に示すようにNH₃がストリップされる。



そして、ストリップされたNH₃は空気と共にアンモニア酸化分解塔14へ導入され、塔内に設置されている触媒床15を通過する間に、下式に示すように空気によって酸化分解され、窒素(N₂)とH₂Oとに転化されて配管53から大気中へ排出される。

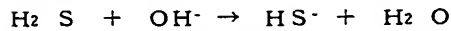
して回収される。

【0024】アンモニア吸収塔8の塔頂からのH₂Sを

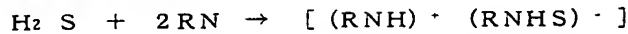
含むCOGは、本発明の第4ステップの一つの形態として、周知の各種のプロセスによって脱硫されて精製COGとされ、上述したように燃料ガスまたは化学工業用の原料ガスとして使用される。脱硫プロセスによりH₂Sから回収される代表的な有価物として次の4種が例示される。①バイオロジカル硫黄、②硫酸、③石膏、④単体硫黄

【0025】①バイオロジカル硫黄の回収

図2はH₂Sからバイオロジカル硫黄を回収するプロセスのフローを示す図である。アンモニア吸収塔8の塔頂からのH₂Sを含むCOGは配管38を経てアルカリ性水溶液による硫化水素吸収塔71の底部に導入される。硫化水素吸収塔71とバイオリクタ72との間には配管54a、54bを介してアルカリ性水溶液が硫化水素吸収塔71の灌液として循環されており、向流気液接触されるH₂SはHS⁻として吸収され、精製されたCOGは硫化水素吸収塔71の塔頂から配管55によって所定の場所へ送られる。

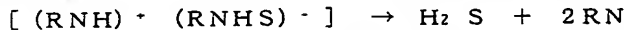


次いで、アルカリ性水溶液中のHS⁻はバイオリクタ72内のバクテリア床73において、配管56によって底部から空気が供給され培養されている好気性バクテリアによってバイオロジカル硫黄に転化される。



(ここにおいてRNはアルカノールアミンを示す)

硫化水素吸収塔81の塔底から抜き出されるH₂Sを捕捉した高濃度のアルカノールアミンの水溶液は配管92を経てアルカノールアミン再生塔82の頂部へ導入される。アルカノールアミン再生塔82はリボイラー83に



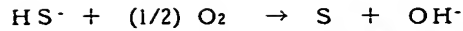
【0027】②硫酸の回収

アルカノールアミン再生塔82の塔頂から排出されるH₂Sは常法に従って、空気で酸化してSO₂とし、更に触媒に接触させてSO₃まで酸化した後、水に吸収させてH₂SO₄が製造される。

③石膏の回収

同じくアルカノールアミン再生塔82の塔頂から排出されるH₂Sは常法に従って、空気で酸化してSO₂とし、これを水に溶解させて亜硫酸(H₂SO₃)とし、更にH₂SO₃を消石灰(Ca(OH)₂)と反応させて亜硫酸カルシウム(CaSO₃)を得た後、これを酸化することにより石膏(CaSO₄)が製造される。

④単体硫黄の回収



そして、バイオリクタ72の排気が配管57を経て大気中へ放出される。更には、バイオリクタ72は配管58a、58bを介して遠心分離装置74と連結されており、バイオロジカル硫黄が遠心分離され単離される。バイオロジカル硫黄は農業分野での土壌改良剤として使用される。なお、好気性バクテリアはNH₃によって活性を失うので、このプロセスはあらかじめNH₃を除去したCOGに適用される。

【0026】②硫酸、③石膏、④単体硫黄の回収は何れもCOGに含まれるH₂Sをアルカノールアミン(例えばメチルジエタノールアミン)によって捕捉した後、加熱して放出される純度の高いH₂SをS源とするものである。すなわち、図3はアルカノールアミンによってH₂Sを捕捉し放出させるプロセスのフローを示す図である。アンモニア吸収塔8の塔頂からのH₂Sを含むCOGは配管38を経て硫化水素吸収塔81の底部へ導入され、配管94によって頂部から導入される灌液としてのアルカノールアミンの水溶液と向流気液接触されてH₂Sが吸収、捕捉され、精製されたCOGは硫化水素吸収塔81の塔頂から配管91によって所定の場所へ送られる。

よって加熱されており、加熱されたアルカノールアミンはH₂Sを放出するので、分離されたH₂Sは塔頂から配管93を経て排出され、塔底からはH₂Sを放出した低濃度のアルカノールアミンが配管94を経由し灌液として硫化水素吸収塔81の頂部へ戻される。

同じくアルカノールアミン再生塔82の塔頂から排出されるH₂Sは常法に従って、O₂と反応させることにより、単体硫黄が熔融状態で得られ、これを更に冷却すれば固形硫黄が得られる。これらによるH₂Sの除去のプロセスはNH₃の共存によって影響されないので、第3ステップにアルカノールアミンを使用するH₂Sの除去を行い、第4ステップでNH₃の除去を行うことができる。

【0028】本実施の形態による精製前のCOGと精製後のCOGについての典型的な不純物濃度を比較して表1に示した。

【表1】

COGの精製前後の不純物濃度

不純物の種類	精製前の不純物濃度	精製後の不純物濃度
ベンゼン	1.3 mol%	<0.1 mol%
C ₂ H ₂	0.3 mol%	検出せず
C ₂ H ₄	2.9 mol%	検出せず
O ₂	0.4 mol%	検出せず
NH ₃	5.3 g/Nm ³	0.04 g/Nm ³
HCN	1.5 g/Nm ³	0.02 g/Nm ³
H ₂ S	9.2 g/Nm ³	0.17 g/Nm ³
COS	2.8 g/Nm ³	0.05 g/Nm ³

【0029】

【実施例】以下、本発明のCOGの精製プロセスに関して実施したプロセス・シミュレーションおよびモデル実験によって本精製プロセスを更に詳しく説明する。

【0030】実施例として図1のフローを構成する次の5プロセスを取り上げた。

①芳香族の除去

②第1ステップ (O₂ と不飽和炭化水素の水素化)

③第2ステップ (HCNとCOSとの分解)

④第3ステップー1 (NH₃ の吸収とH₂Sのストリッピング)

⑤第3ステップー2 (NH₃ のストリッピングとNH₃ の酸化分解)

上記のうちの①、④と⑤の前半のNH₃ のストリッピングについては工業規模のプロセス設計に実績のあるプロセス・シミュレータによって前後の物質収支を決定し、②、③および⑤の後半についてはモデル実験を施して各ステップにおけるガス組成を求め、それらの結果は、未精製COGのガス組成と共に、表2に示した。

【0031】①芳香族の除去

表2のA欄に示したガス組成を有する未精製COGはあらかじめ圧縮機で昇圧された後、図1の芳香族吸収塔1へ常温、6.0 kg/cm² Gの圧力で導入することによって、ベンゼンの99%が除去されるとした。従って、芳香族吸収塔1の塔頂からは表2のB欄に示したガス組成のCOGが取り出される。

【0032】②第1ステップ (O₂ と不飽和炭化水素の水素化)

表2のB欄の組成を有するガスを、5.5 kg/cm² Gの圧力で図1の水素化塔4に相当する反応器へ導入した。使用した反応器の構造、触媒の種類、反応条件等は

次の如くである。

反応器 : 外部との熱の授受を実質的に排除した断熱構造のステンレス製で、触媒床を前段 (上流側) と後段 (下流側) とに備えたものを使用した。

触媒 : 0.5 wt%のPdを直径3mmの球状アルミナに担持させた触媒を前段に、NiOとして4.5 wt%のNi、およびMo₂O₃として13.2 wt%のMoを直径3mm、長さ10mmのアルミナ押出成型品に担持させた触媒を後段に、1:1の容積比で充填した。

反応器入口温度 : 150°C

ガス空塔速度 : 2000 h⁻¹

ガス温度は触媒層の出口で336°Cまで上昇した。水素化反応器の出口におけるガス組成を分析した結果は表2のC欄に示したが、C₂H₂、C₂H₄、O₂は検出されなかった。すなわち、実質的に100%除去される。

【0033】③第2ステップ (HCNおよびCOSの分解)

表2のC欄の組成を有するガスを、4.0 kg/cm² Gの圧力で図1のHCN・COS分解塔6に相当する反応器へ導入した。使用した反応器の構造、触媒の種類、反応条件等は次の如くである。

反応器 : 第1ステップにおいて使用したものと同一の反応器を使用した。

触媒 : Cr₂O₃として13.5 wt%のCr、およびK₂Oとして5.0 wt%のK (カリウム)を直径3mm、長さ10mmのアルミナ押出成型品に担持させたものを充填した。

反応器入口温度 : 200°C

ガス空塔速度 : 1500 h⁻¹

反応器の温度上昇は 5°C 以下であり、HCNの転化率は99.2%、COSの転化率は98.0%であった。

【0034】④第3ステップー1 (NH_3 の吸収と H_2S のストリッピング)

第1ステップおよび第2ステップで処理されたガスを温度 40°C まで冷却し、 $2.5\text{ kg/cm}^2\text{ G}$ の圧力で図1の硫化水素ストリッパー10で処理する場合のシミュレーションを行った。図1に示すアンモニア吸収塔8および硫化水素ストリッパー10は共に、バブルキャップトレイを15段に配置した塔とし、硫化水素ストリッパー10のリボイラー11の温度は 150°C に維持されたとした。また、アンモニア吸収塔8の頂部への水の供給量はアンモニア吸収塔8へ導入されるガス流量(Nm^3/h)に対して2倍の値の重量流量(kg/h)である。計算の結果、アンモニア吸収塔8の塔頂の配管38を経由する排出ガス($\text{COG}+\text{H}_2\text{S}$)中には表2のD欄に示すように NH_3 は含まれず、 H_2S の濃度は 11.1 g/Nm^3 、COSの濃度は 0.1 g/Nm^3 であった。これらの硫黄化合物、特に H_2S は下流側の第4ステップの H_2S 除去プロセスで通常99%以上が取り除かれるので、大気中へ放出される H_2S の濃度として別掲の表1に示した 0.17 g/Nm^3 は容易に達成される。

【0035】⑤第3ステップー2 (NH_3 のストリッピングと NH_3 の酸化分解)

④硫化水素のストリッピングの結果、 NH_3 の酸化分解プロセスへ導入されるアンモニア水には0.31wt%の NH_3 が含まれる。この NH_3 をストリッピングするために、アンモニア水を $3.5\text{ kg/cm}^2\text{ G}$ の圧力で

【表2】
ユークスガスの精製プロセスの各ステップにおけるガス組成

ガス成分	A		B	C	D		E	F	G	
	未精製COG		第1ステップ	第2ステップ	第3ステップ					
			水素化塔	HCN-COS 分解塔	アンモニア 吸収塔		アンモニア ストリッパ	アンモニア 酸化分解塔		
			原料ガス	原料ガス	排出ガス		排出液	原料ガス	排出ガス	
	[tA%]	[g/Nm³]	[tA%]	[tA%]	[tA%]	[g/Nm³]	[重量%]	[tA%]	[tA%]	[g/Nm³]
ベンゼン	1.30		0.01	0.01	0.01					
CO₂	3.51		3.55	3.70	3.78					
CO	12.49		12.65	13.17	13.18					
H₂	51.36		52.03	49.63	49.18					
CH₄	18.94		19.19	19.98	23.49					
C₂H₆	0.30		0.30	検出せず	検出せず					
C₂H₄	2.90		2.94	検出せず	検出せず					
C₂H₂	3.77		3.82	7.35	7.29					
O₂	0.40		0.41	検出せず	検出せず					
N₂	3.50		3.55	3.69	0.00			13.57	13.01	
NH₃	0.70	5.3	0.71	0.74	0.00		0.02	50.45	50.73	0.04
HCN	0.12	1.5	0.13	0.13	0.00	0.012		0.73	0.01	
H₂S	0.61	9.2	0.61	0.64	0.73	11.1			検出せず	検出せず
COS	0.10	2.8	0.11	0.11	0.00	0.1				
H₂O				0.84	2.34		99.98	35.24	36.25	

【0036】

【発明の効果】本発明は以上に説明したような形態で実施され、次ぎに記載するような効果を奏する。

【0037】請求項1のCOGの精製プロセスによれ

10段のバブルキャップトレイを配したアンモニアストリッパー12の頂部へ導き、底部から空気を導入する。アンモニアストリッパー12のリボイラー13によって塔底部の液温度を 92°C に維持する。空気の供給量は導入されるアンモニア水の重量流量(kg/h)に対して0.34倍の値のガス流量(Nm^3/h)である。そして、アンモニアストリッパー12からアンモニア酸化分解塔14の塔底へ表2のF欄に示す組成のガスが供給され、アンモニアストリッパー12の底部からは表2のE欄に示す組成の水が排出される。以上のシミュレーション結果に基づいて、アンモニア酸化分解塔13の入口における圧力を $3.2\text{ kg/cm}^2\text{ G}$ と想定し、表2のF欄の組成のガスを反応器へ導入して NH_3 を酸化分解した。

反応器 : 第一ステップにおいて使用したものと同一の反応器を使用した。

触媒 : 0.3 wt\% のPdを直径5mmの球状アルミナに担持させた触媒を前段に、 V_2O_5 として 3 wt\% のV(バナジウム)と WO_3 として 10 wt\% のW(タングステン)を直径5mmの球状酸化チタンに担持させた触媒を後段に、1:8の容積比で充填した。

塔入口温度 : 300°C

ガス空塔速度 : 4500 h^{-1}

反応の結果、触媒層出口のガス温度は 369°C まで上昇した。また、反応器出口の排出ガスの組成は表2のG欄に示したが、 NH_3 濃度は 0.04 g/Nm^3 であり、 NH_3 の99%が N_2 に転化された。なお、G欄の排出ガスの NH_3 は NO_x として排出される。

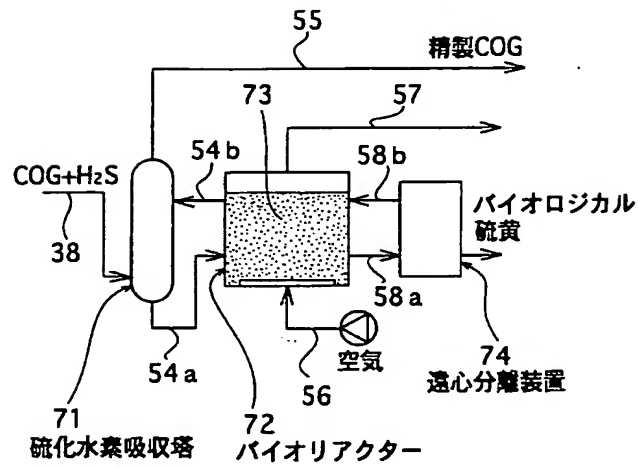
【表2】

ユークスガスの精製プロセスの各ステップにおけるガス組成

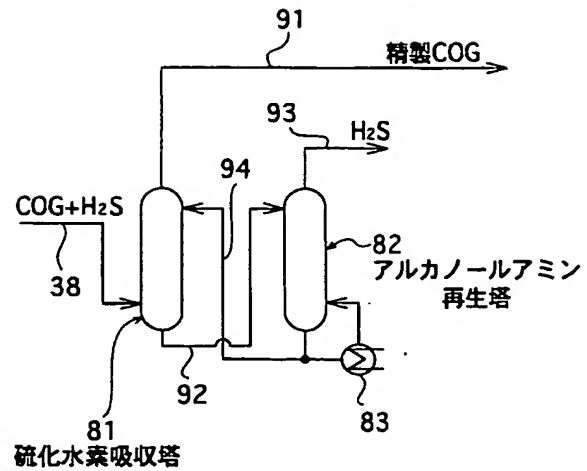
D		E		F		G	
第3ステップ							
アンモニア 吸収塔		アンモニア ストリッパ		アンモニア 酸化分解塔			
排出ガス		排出液		原料ガス		排出ガス	
[tA%]	[g/Nm³]	[重量%]		[tA%]	[tA%]	[g/Nm³]	
0.01							
3.78							
13.18							
49.18							
23.49							
検出せず							
7.29							
検出せず				13.57	13.01		
0.00				50.45	50.73		
0.00	0.000	0.02		0.73	0.01		0.04
0.00	0.012						
0.73	11.1				検出せず	検出せず	
0.00	0.1						
2.34		99.98		35.24	36.25		

ば、例えば第2ステップにおいて支障となる不純物はあらかじめ第1ステップで除去するように複数のステップが組み合わされているので、各ステップにおける不純物の除去が円滑かつ確実に行われ、操作性、経済性に優れ

【図 2】



【図 3】



フロントページの続き

(72)発明者 柴田 節夫
神奈川県横浜市西区みなとみらい 2-3-
1 日揮株式会社内

(72)発明者 石垣 慎也
愛知県半田市市の崎町 2-110 日揮株式
会社衣浦研究所内

Fターム(参考) 4D020 AA04 AA10 BA16 BA19 BA23
BB03 BC01 CC02 CC21 CD03
4H060 AA01 BB02 BB16 BB23 CC15
DD12 DD21 FF02 FF04